한국연소학회지, Vol.16, No.4, pp.23-30(2011)

배가스 재순환 적용을 위한 제철 소결 베드 프로세스 모델링

안형준* · 최상민*† · 조병국**

Process Modeling of an Iron Ore Sintering Bed for Flue Gas Recirculation

Hyungjun Ahn, Sangmin Choi and Byungkook Cho

ABSTRACT

In the iron and steel manufacturing, sintering process precedes blast furnace to prepare feed materials by agglomerating powdered iron ore to form larger particles. There are several techniques which have devised to improve sintering production and productivity including flue gas recirculation(FGR) and additive gas enriched operation. The application of those techniques incurs variations of process configurations as well as inlet and outlet gas conditions such as temperature, composition, and flow rate which exert direct influence on reactions in the bed or the operation of the entire plant. In this study, an approach of sintering bed modeling using flowsheet process simulator was devised in consideration of FGR and the change of incoming and outgoing gas conditions. Results of modeling for both normal and FGR sintering process were compared in terms of outgoing gas temperature, concentration, and moisture distribution pattern as well as incoming gas conditions. It is expected to expand the model for various process configurations with FGR, which may provide the usefulness for design and operation of sintering plant with FGR.

Key Words : Iron ore sintering, Gas conditions, FGR, Process simulator

1. 서 론

소결은 분말 입자의 치밀화 및 괴성화를 위한 열처리 과정으로 이를 통하여 분말입자 표면의 용융 및 결합이 일어나 필요로 하는 성질의 입자로 가공하게 된다. 철강 생산 과정에서 소결은 초기 단계에서 분철광석의 괴성화를 통해 고로의 장입 원료로서 가공하는 공정에 적용되고 있다. 일반적인 소결기는 cross-current type의 연속식 베드이다. 분코크스 및 분철광석은 석회석, 수분과 함께 의사입자를 형성하여 소결 베드에 장입된 후 상부로부터 점화버너에 의해 착화된다. 베드가 천천히 한쪽 방향으로 이동함과 동시에 하부에 연결된 흡입팬에 의해 공기가 상부로부터 베드를 통과하여 연소를 거쳐 하부로 배출된다. 이에 따라 베드 표면부터 시작된 원료층의 연소는 아래쪽으로 확장하며 반응이 진행된다. 이러한 연소대가 베드 바닥에 도달하면 전체 소결 반응이 종료되며, 이를 통해 수 mm 크기의 소결광을 생산하게 된다. 소결과정에서 발생하는 연소가스는 NOx, SOx, CO, CO_2, 다이옥신 및 미세입자 등의 환경오염물질을 포함하고 있으므로 처리 설비들을 거친 후 대기 중으로 배출된다.

소결 과정 중 베드 내에서는 코크스 연소, 석회석의 하소, 원료층 내 수분 증발 및 응축, 고체 및 기체 물질 간 열전달 등 여러 관련 반응이 동시에 이루어진다. 일반적인 소결 베드의 단면 구조 및 관련 반응은 Fig. 1과 같이 요약될 수 있다[1]. 소결 공정에 있어 유입가스 조건, 입자 크기 및 코크스와 수분 함량, 베드 균일도 및 높이 등 여러 운전 조건 및 인자들은 서로 복합적으로 관계되어 있다. 이러한 인자들에 따라 소결광의 품질과 생산성의 변화가 발생하므로 이를 효율적으로 제어하는 것이 매우 중요하다. 특히 최근 소결 공정 개선안으로 배가스 재순환(flue gas recirculation, FGR) 및 추가 가스 취입을 통한 부화(Enrichment) 운전 등의 적용이 고려되고 있다. 이러한 개선안의 적용은 베드 출입가스의 조건 변화를 유발하게 되며, 이는 공정 진행 전체에 영향을 줄 수 있는 중요 요인 중 하나임을 고려할 때 공정 변화에 따른 출입가스의 조건 변화 및 영향에 대한 다양한 예측 및 분석이 이루어질 필요가 있다.

* 한국과학기술원 기계공학과
** POSCO 기술연구원
† 연락저자, smchoi@kaist.ac.kr

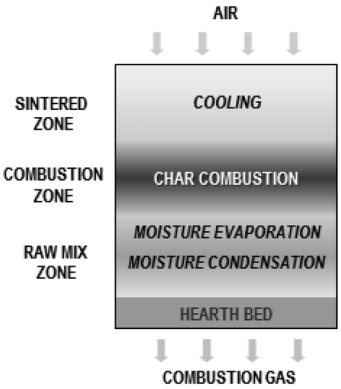


Fig. 1. A typical cross-sectional diagram of a sintering bed.

본 연구에서는 베드에 공급 및 배출되는 물질의 물성치 및 조건 등에 대한 확인을 목적으로 공정모사기를 이용한 소결 베드 프로세스 모델링이 이루어졌다. 소결 베드 프로세스 모델은 주로 가스 온도, 조성, 유량 등 베드 공급가스 및 배출가스의 조건에 초점을 두고 작성되었다. 이를 바탕으로 배가스 재순환 적용에 따른 출입가스 조건 변화 및 그 영향을 살펴보는데 적용될 수 있을 것으로 생각된다.

2. 배가스 재순환과 가스조건 변화

2.1. 배가스 재순환 소결 공정

소결 공정과 관련하여 철강 수요 증가에 따른 생산성 및 품질 개선 뿐 아니라 에너지 효율 개선 및 환경 규제 강화에 따른 오염물질 배출 제어 등의 문제가 그 중요성을 더하고 있다. 변화하는 생산 환경에서 그에 대한 대응으로 여러 가지 개선 방안들이 검토 및 적용되고 있다. 특히 친환경 고생산 소결공정의 일환으로써 배가스 재순환의 적용이 고려되고 있으며, 그 외에도 LNG 부화를 통한 균일소성법, 그리고 고생산성 확보를 위한 산소 부화 소결 운전 등에 대한 관심 역시 높아지고 있다.

배가스 재순환 소결 공정에서는 발생하는 연소 배출 가스의 일부를 순환, 외기와 혼합하여 산화제로 다시 베드에 공급하게 된다. 이에 대한 주요 목적 및 효과로는 공장 외부 배출 가스량의 감소 및 그에 따른 배가스 처리장치 용량 및 크기 감소, 가스 내 오염물질 농축에 따른 집진 및 탈질, 탈황 효율 증가, 그리고 베드 내 반응과정에서 배가스 현열 이용을 통한 에너지 효율 개선 및 연료비 절감 등으로 요약할 수 있다[2]. 산소 부화는 해당 주입위치에서 코크스 연소속도 증가 및 최고 연소온도 상승을 통한 유효열량 증대가 주요 고려사항이며, LNG 부화는 베드 내 상, 하부의 불균일한 열집중 개선을 통한 소결광 회수율 및 생산성 개선의 효과를 고려할 수 있다[3].

2.2. 출입가스 조건 변화 및 고려 사항

베드에 공급되는 산화제의 조건과 그 유동은 전체 소결반응의 진행을 좌우하는 중요 요소 중 하나이다. 이는 베드 내 연소 진행 정도 및 온도 분포 변화에 따른 소결 품질과 생산성 또는 베드 통기성 등 중요 운전 조건에 크게 영향을 미치기 때문이다. 소결 공정의 배가스 재순환 적용은 이러한 베드 공급 및 배출 가스의 조건에 불가피한 변화를 야기하게 된다. 따라서 배가스 재순환 적용을 위한 소결 공정 설계 및 운전에 있어 출입 가스의 조건 변화 및 그 영향에 대한 고려가 필요하게 된다.

일반적으로 연소 생성물로서 발생되는 배가스는 공기에 비해 높은 온도이며 낮은 산소 농도와 높은 이산화탄소, 수분 함량을 갖는 상태로 생각할 수 있다. 따라서 배가스가 순환되어 산화제로 공급될 경우, 공급 가스 내 낮은 산소 농도에 의한 연소 지연 또는 효율 저하 뿐 아니라[4], 수분 증발에 의한 열손실 및 베드 입자 간 수분 재응축에 따른 통기성 저하 등의 문제가 발생할 수 있다. 배가스의 경우 공급가스 조건에 대한 영향 외에도 소결 공정의 구성과 관련한 고려가 필요하게 된다. 일반적으로 소결 베드 배가스의 온도, 조성, 유량 등은 베드 길이 방향으로 변화한다. 따라서 배가스 재순환 적용을 위한 공정 구성은 배가스 흡인 및 주입 위치 설정, 적정 배가스 순환 비율 및 외기 혼합 비율 설정 뿐 아니라 베드에 연결된 덕트, 가스 공급용 후드, 송풍기 용량 및 기타 가스 처리

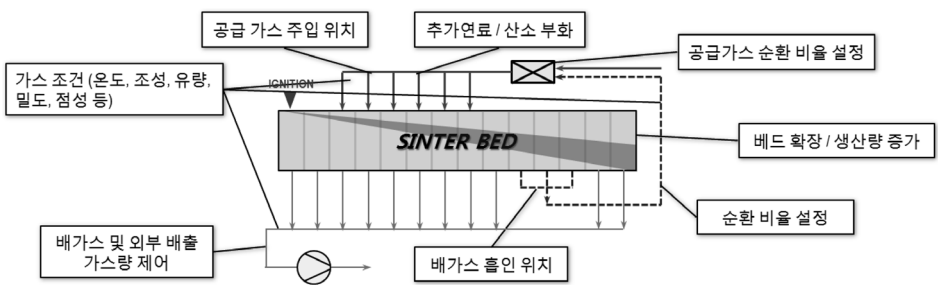


Fig. 2. Design and operational issues of sintering process with FGR.

장치 등의 요건 등을 고려하여 이루어져야 한다. 배가스 재순환 적용 소결 공정에 대한 설계 및 운전 관련 고려사항은 Fig. 2와 같이 요약될 수 있다. 또한 관련 주요 인자들은 적절한 소결 생산성 및 품질을 유지하도록 결정되어야 한다.

2.3. 공정모사기의 적용

소결 공정과 관련한 기존 연구는 주로 기본 소결 조건의 베드 내 반응 모사 관점에서 수학적 모델링을 통하여 베드 내 제반 현상 및 관련 요소들의 변화 및 영향 등에 대한 내용을 살펴보고 있다. 또한 일부 실험실 규모 및 실제 소결기의 측정 등을 통한 고체 및 가스의 온도분포, 조성 등에 대한 분석이 이루어지기도 하였다. 이러한 모델링을 통하여 주로 살펴보는 항목들에는 코크스 연소율, 수분 건조 및 응축률, 원료 입자 크기의 변화, 광석의 용융 및 응고, 가스 및 고체층의 온도, 수분 함량 등이 포함된다[1,5-8].

그러나 배가스 재순환 소결 공정에서는 공급 가스의 입력 조건 설정이 재순환을 위한 공정 구성에 따라 위치별로 변화하며, 그에 따른 베드 내 반응의 결과가 배출 가스로 반영되어 다시 입력조건에 포함된다. 그러므로 제한된 계산 영역설정 및 내부 현상을 중점으로 시간 진행에 따른 결과를 확인하는 방식은 다양한 공정 구성 및 재순환 가스의 적확한 설정이나 그에 따른 결과 확인에 비효율성 또는 제한점을 가질 수 있다.

따라서 본 연구에서는 배가스 재순환 적용 소결 공정의 설계 및 운전의 관점에서 베드 전체를 대상으로 정상상태 공정모사기(Aspen Plus)를 이용한 프로세스 모델링이 시도되었다. 기존의 user defined program 형식의 베드 모델과 비교하면 공정 모델은 세부적인 현상 모사에 있어 원하는 정밀도나 구체적인 표현에 제한이 있을 수 있다. 그러나 열물질수지 및 물성치 등 공정 설계 및 운전 관련 필요 정보를 확인하고 정량적으로 활용하는 데에는 보다 효율적일 수 있다. 그리고 공정 구성 및 입력 조건의 변화에 대한 적용이 비교적 간편하게 이루어질 수 있다. 그러므로 배가스 재순환에 따른 다양한 공정 변화의 경우에서 출입가스 조건 변화 등의 결과를 살펴보기 위한 본 연구의 목적에는 보다 적합할 것으로 고려되었다. 또한 이러한 공정모사기의 특성을 활용하여 제철 공정 전반에서의 환경오염물질 제어 및 관련 정책 결정 지원 등을 위한 데이터베이스 구축과 같은 목적으로 연구가 이루어진 바가 있다[9-11].

3. 모델링 방법

본 연구의 범위는 소결 공정의 배가스 적용에 대한 베드 모델링 접근 방법의 제안 단계에 대한 내용이다. 따라서 여기에서는 모델링을 통해 제시될 수 있는 항목 및 공정 변화 적용에 대한 가능성을 확인하는 범위에 한해서 케이스 선정 및 결과 확인이 이루어졌다. 배가스 재순환 소결 공정의 구성 변화에 따른 출입 가스 조건 확인을 위한 다양한 케이스 설정 및 결과 항목 비교는 차후 이어지는 내용으로 정리될 것이다.

3.1. 가정 및 세부사항

모델링 과정에서 가정된 내용은 다음과 같다.

(1) 소결 베드의 구성은 길이 및 높이 방향으로 고려하였으며 폭 방향의 변화는 없는 것으로 가정하였다.

(2) 소결 진행에 따른 베드 장입층의 높이 변화는 무시하였다.

(3) 베드 장입층 내 유체 유동의 압력강하는 무시하였다.

(4) 베드는 길이 방향으로 베드 하부 wind box에 따라 구분되는 연속적인 구간으로 구성되었다고 가정하였다.

(5) 전체 베드 중 표면 착화 구간은 제외하였다.

(6) 공급되는 산화제 가스의 베드 길이방향 유량 변화는 기존 연구의 lab scale test 측정 결과를 참고하여 Fig. 3과 같이 2차 다항식과 같은 형태로 가정하였다. Fig. 3에서 ratio는 전체 공급 유량을 column 수로 나눈 평균값에 대한 비를 의미한다.

(7) 공급 공기의 증가에 따라 고체연료의 반응률도 증가하는 것으로 가정하여 고체연료량의 변화 역시 산화제의 경우를 따라 (6)과 유사하게 설정하였다[1].

모델링의 구성은 실제 소결 베드의 구성 및 내부 반응의 진행 과정을 고려하여 이루어졌다. Fig. 4는 위

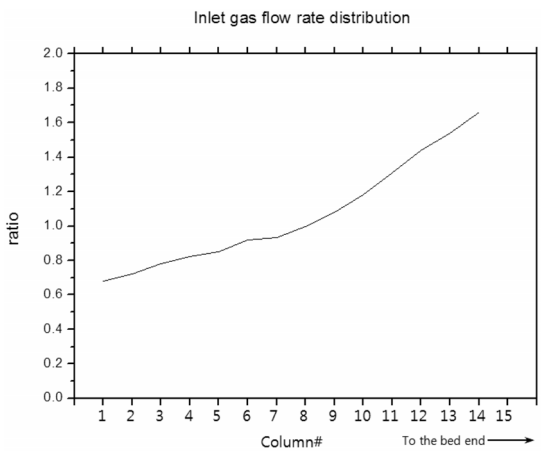
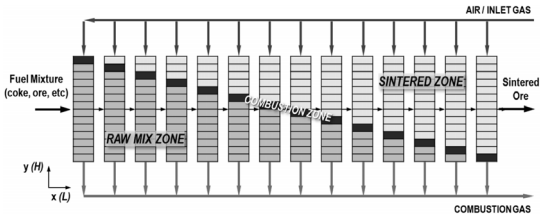
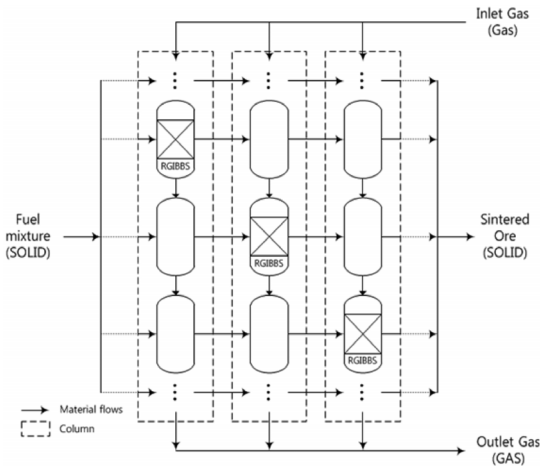


Fig. 3. Inlet gas flow distribution.



(a) Material flows and structures of columns constituting the bed



(b) Connections of units and streams in the model

Fig. 4. Schematic diagrams for simplification in the modeling of sintering bed.

와 같은 가정에 따른 모델링 단순화 및 공정모델 상 반영된 구성의 개략도를 나타내고 있다. 실제 소결 플랜트에서는 베드 하부 전체 영역에 걸쳐 wind box 들이 연속적으로 연결되어 부착되어 있으며 각각의 위치에서 개별적으로 배가스의 온도 등이 측정된다. 이와 비슷한 방식으로, 모델링 상의 베드 영역은 동일 간격으로 구분된 단위구간(column, H)의 연속적인 구성으로 되어 있는 것으로 고려하였다. 각 column은 다시 여러 개의 층(Layer, L)으로 나누어져 베드 위치별로 반응의 진행에 따른 소결 완료층, 연소대, 반응 전 원료층이 구분되도록 하였다. 또한 원료가 되는 고체 물질은 첫 번째 column의 각 layer 들로 공급되어 반응의 진행에 따라 다음 column의 layer 들로 전달되고, 산화제 가스는 베드 전체의 각 column 들로 분배, 공급되어 column 내 layer들을 지나 연소가스로 배출되도록 구성하였다.

공정 모델에서 화학 반응 및 상평형, 열물질수지 계산은 subroutine 또는 unit 이라 불리는 단위 장치 모델로 이루어진다. 여기에서는 RGIBBS, RYIELD, MIXER, FSPLIT, FLASH, SEP 및 stream manipulator 등의 unit 모델의 조합으로 전체 베드가 구성되었다. 특히 코크스의 연소 및 산화철의 환원 및 재산화, 석

Table 1. Input materials

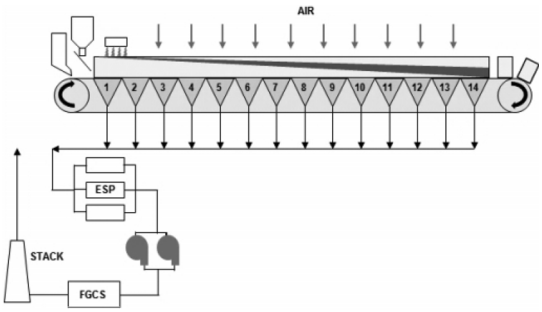
Solid components		H_2O	C	Iron	$CaCO_3$	CaO	Inert
mass (%)	Iron ore	7.0	0.0	63.0	0.0	0.0	30.0
	Coke	7.0	85.0	0.0	0.0	0.0	8.0
	Limestone	7.0	0.0	0.0	75.0	8.5	9.5
Mass frac. (%)		Iron ore (83.2), Coke (3.8), Limestone (13.0)					
Inlet gas (air)		O_2	H_2O	CO_2	CO	H_2	N_2
mass (%)		23.3	0.3	0.0	0.0	0.0	76.4
Coke		Heating value : 6294 (kcal/kg)					

Ultimate Analysis (%)					Prox. Analysis (%, dry)		
C	H	O	N	S	VM	FC	Ash
87.86	0.63	9.42	1.55	0.54	2.26	85.00	12.74
Inert Cp & ρ		$C_{p.inert} = 594 + 0.586\ T$ [J/kg·K], $\rho_{inert} = 2500$ [kg/m^3] [1]					

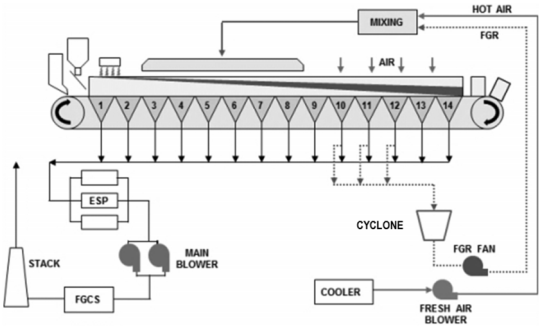
회석 하소 등 원료 물질의 반응은 깁스 에너지 최소화 계산을 수행하는 RGIBBS를 이용하였다. 물성치 계산을 위한 상평형 방정식 모델은 Peng-Robinson 상평형 모델(EOS model)이 적용되었다. 모델링에서 공정모사기의 database에 포함되지 않은 물질인 코크스 및 불순물(inert, 반응에 참여하지 않는 물질)의 경우 사용자 임의 설정 물질로 입력하여 처리하였다. 코크스의 엔탈피 및 밀도의 경우 Table 1에서와 같은 분석 결과를 바탕으로 공정모사기 내 HCOALGEN 및 DCOALIGT 모델을 이용하여 계산하였다. 불순물의 엔탈피 및 밀도는 ENTHGEN 및 DNSTYGEN 모델을 적용하였으며, 관련 기본값 설정은 기존 문헌을 참고하여 Table 1과 같이 입력하였다[1].

3.2. 모델링 case 및 입력 조건 설정

모델링은 기본 소결 공정을 바탕으로 하였으며 공정 구성 및 입력 조건 변화를 위하여 가정된 배가스 순환 공정에 대한 케이스를 추가로 고려하였다. 각각에 대한 개략도는 Fig. 5와 같다. 배가스 재순환 적용 소결공정의 경우 기존의 소결기에 배가스 흡입 및 순환 공급을 위한 별도의 gas flow line이 필요하며, 순환되는 배가스는 예열된 공기와 혼합되어 베드 상부 후드를 통해 지정 위치에 공급된다. 여기에서 고려된 배가스 재순환을 위한 공정 구성은 총 15개의 column 중에서 11-13번 column에서 배가스를 추출하여 공기와 함께 혼합하여 3-8번 column 위치에 분배, 주입하는 것으로 설정하였다. 기본 소결공정의 경우 연소반응은 14번 wind box에 해당하는 구역에서 완료되도록 설정하였다.



(a) Normal sintering process



(b) FGR sintering process

Fig. 5. Modeling cases.

모델링 상에서 물질의 입력 조건은 기존 연구의 조건을 참고하였으며 Table 1과 같다[1]. 기본 소결 공정의 산화제는 공기가 적용되었으며, 원료층 내 초기 수분 함량은 7 wt.%로 설정하였다. 모델링에 적용한 원료의 총 공급량은 고체 원료 13.370 kg/min, 공급 공기 8227.7 L/min 으로 단순화하였다. 또한 고체 원료의 크기는 철광석 3.2 mm, 코크스 2.0 mm, 석회석 1.6 mm 으로 설정하였으며 반응 중 크기 변화는 고려하지 않았다. 원료층 및 공급 공기의 초기 온도는 25 ℃로 설정하였으며, 배가스 재순환 소결 공정에서 배가스와 혼합되는 외기는 소결광 냉각기를 거쳐 210℃로 예열된 공기로 가정하였다. 코크스에 대한 기본 데이터는 표에 요약된 바와 같이 발열량, 공업 분석 및 원소 분석 결과를 적용하였다.

4. 결과 및 검토

모델링 결과를 통해 소결 베드 길이 방향으로의 배가스 온도 및 조성, 수분함량 등의 분포를 살펴보았다. 또한, 배가스 재순환 공정의 경우 순환 배가스 및 배출 배가스, 공급되는 산화제의 조건을 기본 소결공정과 비교하여 살펴보았다. 모델링의 적절함을 확인함에 있어서, 기존 연구들의 각 사례별로 원료 배합 조건이나 고려되는 대상 등 조건 설정의 차이가 존재하고, 많은 관련 연구 결과들이 대략적인 그래프를 통하여 도시되므로, 기존 연구 결과 값들 간의 직접적인 비교가 제한되는 점이 있다. 따라서 여기에서는 기존 연구결과들로부터 절대적인 수치 값을 직접 비교하기 보다는 적절한 범위 내에서 경향성을 비교, 확인하는 식으로 이루어졌으며, 이는 기존 연구들에서 적용되고 있는 방식과 크게 다르지 않다.

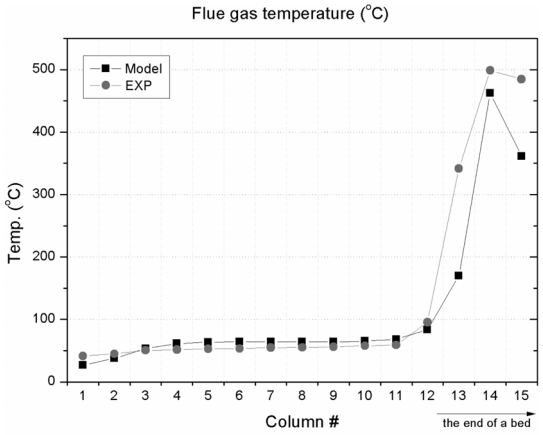
4.1. 기본 소결공정

모델링을 통해 계산된 소결 베드 길이 방향으로의 배가스 온도, 조성 및 수분함량 분포를 살펴보았다. 베드 길이 방향의 배가스 온도 분포는 Fig. 6(a)에서 볼 수 있는 것처럼 앞쪽에서는 큰 차이가 없이 유지되다가 연소대가 베드 하부에 가까워지는 뒤쪽으로 가면서 급격히 증가하는 분포를 보였다. 모델에서 연소가 완료되도록 설정한 column #14 위치에서 배가스는 460℃ 정도의 최고 온도를 나타내며 그 후 냉각에 의해 감소하는 결과를 보였다. 그래프 아래 표와 같이 이전 연구에서 측정된 pot test의 배가스 온도 측정 자료와 비교하였을 때에도 위치별로 절대적인 수치 값에 약간의 차이는 존재하지만 그 경향성은 유사하다고 볼 수 있다[13].

Fig. 6(b)는 배가스의 조성 변화를 나타내고 있다. 전체적으로 연소가 시작되는 베드 앞쪽 일부를 지난 뒤쪽으로는 약 10-13 vol.% 내외의 CO_2와 O_2 및 1-2 vol.% 정도의 CO, 그 외에는 주로 N2로 구성되는 분포를 보이며 비교적 일정한 수준을 유지하다가, 연소반응이 완료된 이후(column #14)에는 공급 공기와 유사한 조성을 보였다. 배가스 조성은 공급되는 산화제의 유량설정 및 그 조성 등에 직접적인 영향을 받으므로, 서로 다른 조건을 바탕으로 수행된 기존 연구들의 다양한 결과와 그 절대적인 수치를 직접 비교하기에는 차이가 존재할 수밖에 없다. 그러나 주로 N_2, CO_2, O_2, CO로 고려하는 배가스 조성에 있어 전체 반응 진행에 따른 그 변화의 경향성은 위에 언급한 것과 크게 다르지 않음을 확인할 수 있다.

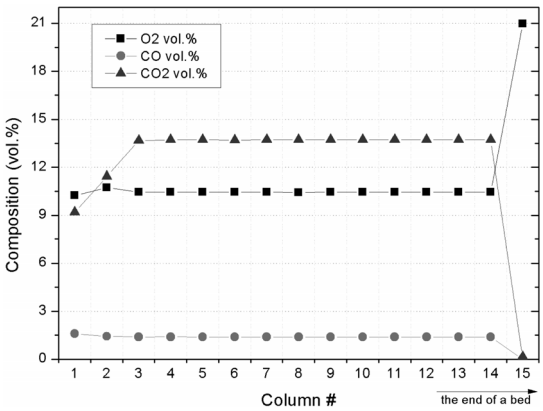
배가스 내 수분 함량은 Fig. 6(c)와 같이 베드 중간 부분에서 약 10~14% 정도로 높고 앞, 뒤쪽에서는 증감하는 경향을 보였다. 실제 소결 공장을 대상으로 한 Ikehara 등의 연구에서도 베드 초기에 증가하다가 중간위치에서 10~15% 정도를 보이고 뒤쪽으로 가면서 감소하는 경향의 측정치를 제시하고 있는 것을 참고할 때, 어느 정도 유사성을 확인할 수 있다[2].

Fig. 7에서는 연소대 아래의 연소 전 원료 혼합층 내 수분 분포 및 온도를 나타내고 있다. 7.0 wt.%의 초기 원료층 수분 함유량에 대하여 연소대 하부층에서 약 1 wt.% 정도의 수분량 증가가 있었다. 이는 고온의 가스에 의한 수분의 증발 및 응축 작용에 따른 것으로 생각된다. 이 때의 원료층 내 온도 분포는 수분 함유량이 증가하는 것과는 반대로 연소대 바로 아

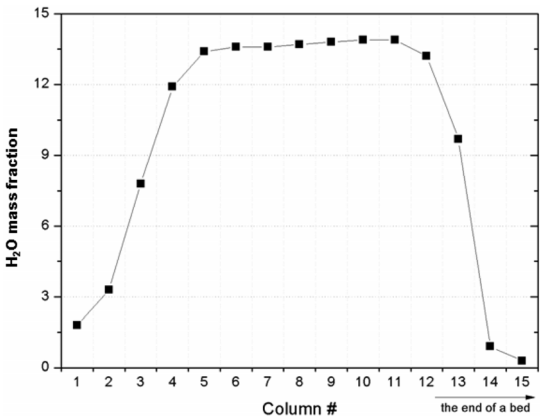


WB #	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
T_Exp	41.4	44.8	50.5	51.6	52.9	53.3	54.8	55.0	56.1	57.8	59.0	95.4	341.7	498.7	484.4
T_Model	27.1	37.5	53.4	61.4	63.8	64.1	64.0	64.2	64.3	65.2	68.2	83.5	170	462.1	361.3

(a) Gas temperature(℃)



(b) Gas composition(dry base, vol%)



(c) H_2O mass fraction

Fig. 6. Flue gas conditions for normal sintering process.

래 부분에서는 매우 고온이나 그 온도가 급격히 감소하며 가스상 물질과 평형을 이루는 온도를 형성하는 것으로 생각할 수 있다. 이와 관련하여 Toda 등 및 Patisson 등의 연구 등에서는 상부로부터의 수분 이동

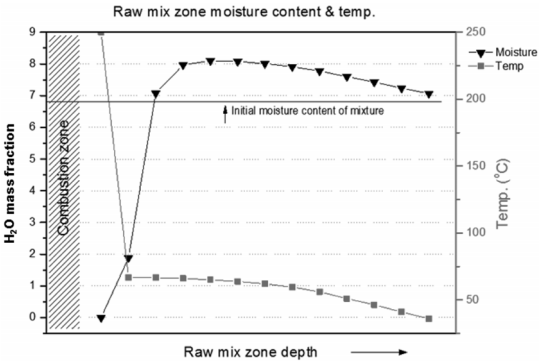


Fig. 7. Raw mix zone H_2O mass fraction & temperature distribution.

에 따른 연소층 하부의 1~2% 수분 증가는 일반적이며 이 때의 원료층 온도 변화 범위를 55~75℃ 정도로 제시하고 있다[6,8].

배가스의 온도, 조성, 수분 및 원료층 내 수분, 온도 등에 대한 위와 같은 결과는 기존 연구에서 제시되는 결과의 경향성 및 범위 내에서 비교적 타당하다고 볼 수 있으며, 다만 모델링의 상세성에 따른 결과 표현 정도의 제한이 존재할 수 있다[1,2,6,8,12].

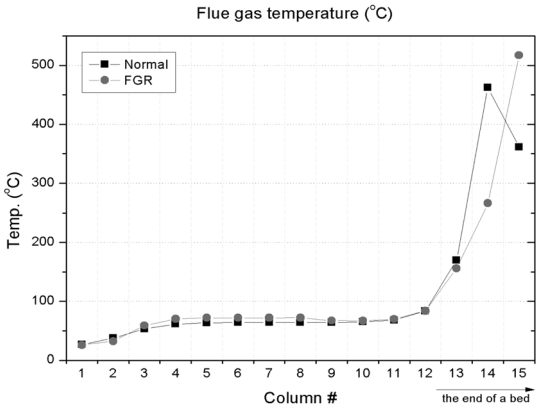
4.2. 공정 구성 변경

임의로 가정한 배가스 순환 공정을 바탕으로 기본 소결공정의 구성을 변경하여 Fig. 8과 같이 두 케이스 간 배가스 온도, 조성 및 수분 함량을 비교하였다.

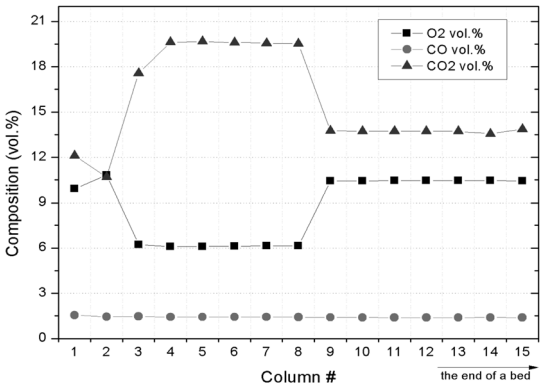
배가스 재순환 공정에 대한 배가스 온도 분포는 기본 소결공정과 비교하였을 때 전체적인 증가 경향은 비슷하지만 500℃ 이상으로 더 높은 최고 온도를 보였다. 최고 온도를 나타내는 지점이 기본 공정에 비해 더 뒤쪽으로 이동하였으며, 이는 배가스 재순환 적용에 따른 연소반응 진행 지연의 영향으로 인한 소결시간 증가의 의미로 생각해 볼 수 있다.

배가스 조성의 경우 재순환되는 배가스가 주입되는 column #3-8에 해당하는 영역에서는 기본 소결공정에 비해 배가스 내 CO_2의 조성은 높고 O_2의 조성은 낮았으며, 수분 함량에서도 크게 증가하는 차이를 보였다. 이는 순환되는 배가스가 기본적으로 상온의 공기보다 높은 온도이고, 연소의 결과로 높은 CO_2와 낮은 O_2 함량을 갖기 때문이며, 특히 수분의 경우 원료층 내에서 증발된 수분의 일부가 산화제 가스 내에 포함되어 다시 소결 베드로 주입됨에 따라서 해당 위치에서의 배가스 내 수분 함량이 더욱 증가하는 결과를 보이는 것으로 생각된다. 또한, 온도 분포에서와 마찬가지로 전체적인 소결 반응이 지연되고 있음을 조성 분포를 통해 생각해볼 수 있다.

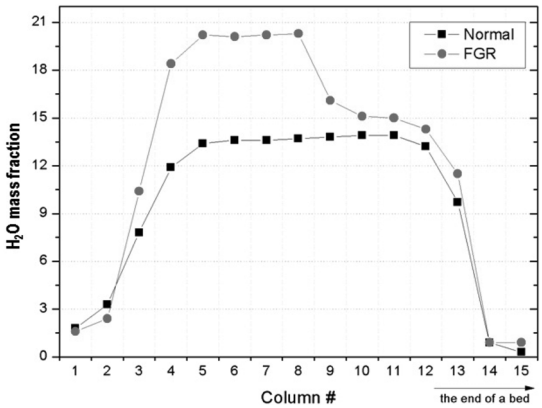
또한, 앞서 언급한 것과 같이 배가스 재순환 시 공



(a) Gas Temperature(℃)



(b) Gas composition(dry base, vol%)



(c) H_2O mass fraction

Fig. 8. Flue gas conditions for FGR sintering process.

Table 2. Comparison of inlet gas conditions for normal and FGR Processes

Case		Normal	FGR
Temp (℃)		25.0	130.8
Composition (Vol.%)	O_2	21.00	13.74
	CO	0.00	0.96
	CO_2	0.00	9.47
Moisture (wt.%)		0.30	10.00

급되는 산화제의 조건에도 변화가 발생하게 되며, 여기에서 가정한 조건 및 구성에 따른 공급 산화제 조건 변화를 정리하면 Table 2와 같다.

5. 결 론

본 연구에서는 공정모사기를 이용한 소결공정 모델링을 통하여 소결기 출입 가스와 관련된 조건 변화를 정량적으로 표현하고자 하였다. 공정모사기를 이용한 모델링에 있어서는 기존의 연구들에서 살펴보았던 수치적 모델링에 비해 현상 모사에 대한 구체적인 표현이 제한될 수 있는 반면에, 공정 설계 및 운전 제어 관점에서 필요한 물성치 및 열물질수지 등에 대한 보다 다양한 정보의 획득 및 접근이 용이하다. 그리고 기존 연구와 달리 베드 전체를 대상으로 하고 있으므로 FGR의 적용과 관련하여 배가스의 흡인과 순환 위치 및 조건 등의 설정과 변경이 간단하고 직관적이다. 또한 배가스 순환에 따른 recycle loop 계산의 수렴성 처리가 보다 간단하게 이루어질 수 있다. 따라서 FGR 관련 공정 구성이나 운전 조건의 변화를 반영하여 다양한 경우에서 결과를 얻기에 상대적으로 효율적이라 할 수 있다.

모델링을 통해 기본 소결공정에서 소결 베드 길이 방향으로의 배가스 온도, 조성, 수분 함량 및 고체 층 내의 수분 함량 및 온도 변화 등을 살펴보았고, 배가스 재순환 소결공정에 대하여도 비교하였다. 배가스 재순환의 경우 혼합 가스의 주입 위치에서 발생하는 배가스는 기본 공정에 비해 O_2의 농도가 감소하였고 수분의 함량은 증가하였다. 산소 농도 및 수분 함량은 베드 내 연소에 직접적인 영향을 주는 요인이므로 배가스 재순환 등의 적용에 따라 변화될 수 있는 출입 가스의 조건을 고려하여 공정 구성이 이루어져야 한다. 이와 관련한 예시로서, 재순환 적용 시에도 적절한 연소 진행을 위해 산화제 내에 최소 16% 이상의 산소 농도를 유지하는 것이 언급되기도 하였다[14].

본 연구에서 고려하고 있는 모델링 방법에서는 단순화를 위한 가정에 따라 실제 소결베드상의 현상과는 다소 차이가 존재할 수 있다. 그러나 시스템 전반의 관점에서 공정 변화에 따른 영향을 살펴보는 목적에는 효과적으로 적용될 수 있을 것으로 생각한다. 또한 향후 보완 및 개선을 통해 다양한 케이스에 대한 결과 확인이 이루어질 수 있을 것으로 기대한다.

후 기

본 연구는 POSCO와 Brain Korea 21의 지원을 받아 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

참고문헌

[1] W. Yang, “Combustion Modeling of the Solid Fuel Bed and Its Application”, PhD Thesis, Korea Advanced Institute of Science and Technology, 2004

[2] S. Ikehara, S. Kubo, Y. Terada, and J. Sakuragi, “Application of Exhaust Gas Recirculation System at Tobata No. 3 Sinter Plant”, Nippon Steel Technical Report No. 70, 1996, pp. 55-61

[3] H. Noda, K. Ichikawa, S. Machida, S. Rokugawa, and N. Sakamoto, “Operation Conditions of Iron Ore Sintering Process Combined with Oxygen Enrichment and Exhaust Gas Recirculation System”, Tetsu-to-Hagane, Vol. 87, No. 5, 2001, pp. 305-312

[4] Y. Hosotani, M. Fujimoto, N. Konno, T. Okada, and J. Shibata, “Influence of Oxygen and Humidity of Inlet Gas on the Sintering Reaction”, Tetsu-to-Hagane, Vol. 83, No. 5, 1997, pp. 7-12

[5] I. Muchi and J.Higuchi, “Theoretical Analysis on the Operation of Sintering”, Tetsu-to-Hagane, Vol. 56, No. 3, 1970, pp. 371-381

[6] H. Toda and K. Kato, “Theoretical Investigation of Sintering Process”, Trans. ISIJ, Vol. 24, No. 3, 1984, pp. 178-186

[7] J. Shibata, “Analysis of Sintering Process by the Mathematical Model”, Mathematical and Computer Modelling, 11, 1988, pp. 956-961

[8] F. Patisson, J.P. Bellot, and D. Ablitzer, “Study of Moisture Transfer duting the Strand Sintering Process”, Metallurgical and Materials Trans. B, Vol. 21B, 1990, pp. 37-47

[9] T. Spengler, J. Geldermann, S. Hahre, A. Sieverdingbeck, and O. Rentz, “Development of a Multiple Criteria Based Decision Support System for Environmental Assessment of Recycling Measures in the Iron and Steel Making Industry”, J. Cleaner Production, vol.6, issue 1, 1998, pp. 37-52

[10] F. Schultmann, B. Engels, and O. Rentz, “Flowsheeting-based Simulation of Recycling Concepts in the Metal Industry”, J. Cleaner Production, Vol. 12, Issue 7, 2004, pp. 737-751

[11] A. M. Iosif, F. Hanrot, and D. Ablitzer, “Process Integrated Modelling for Steelmaking Life Cycle Inventory Analysis”, Environmental Impact Assessment Review, Vol. 28, Issue 7, 2008, pp. 429-438

[12] S. Kasama, Y. Yamamura, and K. Watanabe, “Investigation on the Dioxin Emission from a Commercial Sintering Plant”, ISIJ International, Vol. 46, No.7, 2006, pp. 1014-1019

[13] H. J. Kang, “Performance Improvement of an Iron Ore Sintering Bed through the Enriched Oxygen Supply Operation”, M. S. Thesis, Korea Advanced Institute of Science and Technology, 2011

[14] B. Vanderheyden and C. Mathy, “Mathematical model of the sintering process taking into account different input gas conditions”, La Revue de Metallurgie, No. 3, 2001, pp. 251-257

접수일 : 2011. 10. 26
심사완료일 : 2012. 01. 30